

(12) NACH DEM VERTRAG ÜBER DIE INTERNATIONALE ZUSAMMENARBEIT AUF DEM GEBIET DES PATENTWESENS (PCT) VERÖFFENTLICHTE INTERNATIONALE ANMELDUNG

(19) Weltorganisation für geistiges Eigentum
Internationales Büro(43) Internationales Veröffentlichungsdatum
30. Oktober 2003 (30.10.2003)

PCT

(10) Internationale Veröffentlichungsnummer
WO 03/089398 A1(51) Internationale Patentklassifikation⁷: C07C 67/36, 69/06 (71) Anmelder (für alle Bestimmungsstaaten mit Ausnahme von US): BASF AKTIENGESELLSCHAFT [DE/DE];, 67056 Ludwigshafen (DE).

(21) Internationales Aktenzeichen: PCT/EP03/03902

(72) Erfinder; und

(22) Internationales Anmeldedatum: 15. April 2003 (15.04.2003)

(75) Erfinder/Anmelder (nur für US): ADAMI, Christoph [DE/DE]; Bischofsgasse 6, 69469 Weinheim (DE). SLANY, Michael [DE/DE]; Römerstr.12, 67281 Kirchheim (DE). KARL, Jörn [DE/DE]; Jungbuschstrasse 3, 68159 Mannheim (DE). KAIBEL, Gerd [DE/DE]; Robert-Bosch-Str.4, 68623 Lampertheim (DE). SCHÄFER, Martin [DE/DE]; Kastanienweg 18, 67269 Grünstadt (DE). ZEHNER, Peter [DE/DE]; Erich-Kästner-Str. 15, 67071 Ludwigshafen (DE). RÖPER, Michael [DE/DE]; Pegauer Str.10, 67157 Wachenheim (DE).

(25) Einreichungssprache: Deutsch

(26) Veröffentlichungssprache: Deutsch

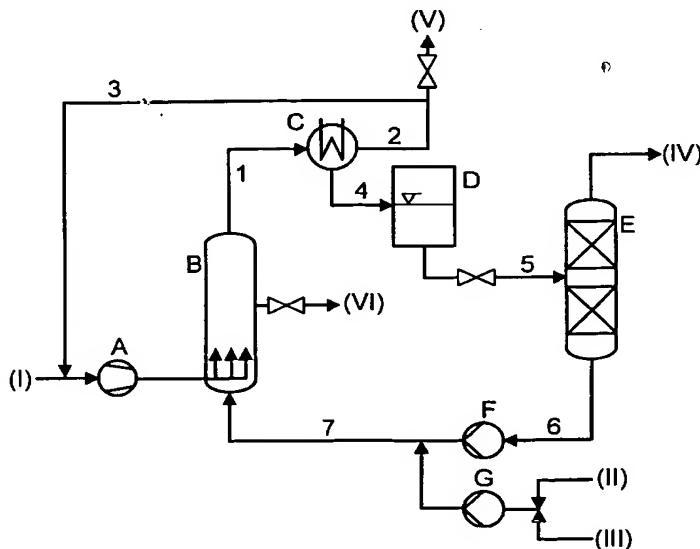
(30) Angaben zur Priorität:
102 17 528.4 19. April 2002 (19.04.2002) DE

[Fortsetzung auf der nächsten Seite]

(54) Title: METHOD FOR PRODUCING METHYL FORMATE

(54) Bezeichnung: VERFAHREN ZUR HERSTELLUNG VON METHYLFORMIAT

Vereinfachtes Verfahrensfließbild zur Herstellung von Methylformiat unter Einsatz eines Blasensäulenreaktors unter Rückführung des Kohlenmonoxid enthaltenden Kreisgasstroms und unter Rückführung eines Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms.



SIMPLIFIED METHOD FLOW DIAGRAM FOR THE PRODUCTION OF METHYL FORMATE BY USING A BUBBLE COLUMN WHEREIN THE CIRCULATORY FLOW OF GAS CONTAINING CARBON MONOXIDE IS FED BACK AND A FLOW OF LIQUID CONTAINING METHANOL IS ALSO FED BACK

(57) Abstract: The invention relates to a method for producing methyl formate by reacting methanol with carbon monoxide at a pressure between 0.5 - 10 MPa abs and at a temperature between 50 - 150 °C in the presence of a metal alcoholate as a catalyst in a reactor, wherein a gas flow is extracted from the reactor, methyl formate carried with said gas flows is separated by condensation and the remaining flow of gas is feed back into the reactor either totally or partially as a circulatory gas flow. In at least one area of the reactor, in which the gas flows essentially in one direction, the average empty tube speed of the gas is adjusted to between 1 - 20 cm/s.

(57) Zusammenfassung: Verfahren zur Herstellung von Methylformiat durch Umsetzung von Methanol mit Kohlenmonoxid bei einem Druck von 0,5 bis 10 MPa abs und einer Temperatur von 50 bis 150 °C in Gegenwart eines Metallalkoholats als Katalysator in einem Reaktor, bei dem man dem Reaktor einen Gasstrom entnimmt, aus diesem Gasstrom mitgeführtes Methylformiat durch Kondensation abtrennt und den verbleibenden Gasstrom vollständig oder teilweise als Kreisgasstrom zum Reaktor rückführt und in mindestens einem Bereich des Reaktors, in dem das Gas im Wesentlichen in eine Richtung strömt, eine

WO 03/089398 A1

mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit von 1 bis 20 cm/s einstellt.



(74) Gemeinsamer Vertreter: **BASF AKTIENGESELLSCHAFT**; 67056 LUDWIGSHAFEN (DE).

(81) Bestimmungsstaaten (*national*): AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BR, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DZ, EC, EE, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KP, KR, KZ, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LV, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NI, NO, NZ, OM, PH, PL, PT, RO, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, YU, ZA, ZM, ZW.

(84) Bestimmungsstaaten (*regional*): ARIPO-Patent (GH, GM, KE, LS, MW, MZ, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW),

eurasisches Patent (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), europäisches Patent (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IT, LU, MC, NL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI-Patent (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Veröffentlicht:

— *mit internationalem Recherchenbericht*

Zur Erklärung der Zweibuchstaben-Codes und der anderen Abkürzungen wird auf die Erklärungen ("Guidance Notes on Codes and Abbreviations") am Anfang jeder regulären Ausgabe der PCT-Gazette verwiesen.

Verfahren zur Herstellung von Methylformiat

Beschreibung

Die vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Methylformiat durch Umsetzung von Methanol mit Kohlenmonoxid bei einem Druck von 0,5 bis 10 MPa abs und einer Temperatur von 50 bis 150°C in Gegenwart eines Metallalkoholats als Katalysator in einem Reaktor, bei dem man dem Reaktor einen Gasstrom entnimmt, aus diesem Gasstrom mitgeführtes Methylformiat durch Kondensation abtrennt und den verbleibenden Gasstrom vollständig oder teilweise als Kreisgasstrom zum Reaktor rückführt.

Methylformiat (Ameisensäuremethylester) ist ein wichtiges Zwischenprodukt bei der Herstellung von Ameisensäure und wird technisch durch kontinuierliche Carbonylierung von Methanol in der Flüssigphase in Gegenwart von Natrium- oder Kaliummethyllat als Katalysator bei Temperaturen im Bereich von etwa 50 bis 150°C gewonnen (siehe Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 6th edition, 2000 electronic release, Chapter "FORMIC ACID - Production"). Bei der Reaktion handelt es sich um eine homogen katalysierte Gleichgewichtsreaktion, bei der mit zunehmenden Kohlenmonoxid-Partialdruck und sinkender Temperatur das Gleichgewicht in Richtung Methylformiat verschoben wird. Die bekannten Verfahren werden bei einem Druck von bis zu 30 MPa abs und einer Temperatur von 50 bis 150°C betrieben.

Bei der genannten Herstellung von Methylformiat treten insbesondere zwei unerwünschte Nebenreaktionen auf, welche bei dem kontinuierlich betriebenen Verfahren zu schwerwiegenden Problemen führen können. Beide Nebenreaktionen führen zur Bildung von Alkalimetallformiat. So reagiert das eingesetzte Alkalimetallmethyllat mit gegebenenfalls eingebrachten Spuren von Wasser in einer Hydrolysereaktion zu Alkalimetallformiat und Methanol. Des Weiteren reagiert das eingesetzte Alkalimetallmethyllat auch mit vorhandenem Methylformiat unter Bildung von Alkalimetallformiat und Dimethylether. Das Alkalimetallformiat kann dann aufgrund seiner unzureichenden Löslichkeit im Reaktionsmedium zu Ablagerungen in den Apparaten und Rohrleitungen bis hin zur Verstopfung von Rohren und Ventilen führen. Die Gefahr des Salzausfalls ist bei einem hohen Methanolumsatz und somit einer hohen Konzentration an Methylformiat besonders hoch und kann daher prinzipiell durch Einstellung eines Teilumsatzes unter Sicherstellung einer niedrigen Konzentration an Methylformiat verringert werden. Dem gegenüber steht jedoch das Bestreben, eine möglichst hohe Raum-Zeit-

Ausbeute zu erzielen und somit eher eine hohe Konzentration an Methylformiat einzustellen.

In der Literatur werden eine Vielzahl an Verfahren und Verfahrensvarianten diskutiert, welche sich durch verschiedene Maßnahmen zur Verringerung der Tendenz zur Bildung von Ablagerungen unterscheiden.

So beschreibt die DE-Patentschrift 926 785 ein bei 30 MPa arbeitendes Hochdruckverfahren, bei dem zur Reduzierung der Salzabscheidung nur eine geringe Katalysatorkonzentration von 0,25 Gew.-% Natrium (entsprechend 0,59 Gew.-% Natriummethylat) eingesetzt wird. Zudem wird der Reaktorinhalt kontinuierlich gerührt, um die abgeschiedenen Salzmengen in der Schwebe zu halten. Der flüssige Reaktoraustrag, welcher etwa 90% Methylformiat enthält, wird entspannt und destillativ aufgearbeitet.

Die DE-Auslegeschrift 1 046 602 beschreibt ein kontinuierliches, zweistufiges Verfahren in Gegenwart von 0,5 bis 5 Gew.-% Alkalimetallmethylat bei einem Druck von 5 bis 30 MPa. Durch Sicherstellung einer turbulenten Strömung im Reaktor sollen Ablagerung verhindert werden. Der Gesamtumsatz an Methanol beträgt etwa 90%. Der flüssige Reaktoraustrag wird entspannt und destillativ aufgearbeitet.

Die DE-Auslegeschrift 1 147 214 beschreibt ein bei 15 bis 20 MPa arbeitendes Hochdruckverfahren, bei dem die Umsetzung in Gegenwart von 0,12 bis 0,3 Mol-% Alkalimetallmethylat in mindestens zwei aufeinanderfolgenden, durch abnehmende Temperaturen gekennzeichneten Reaktionszonen erfolgt und das Kohlenmonoxid dem Reaktor in mindestens zwei Teilströmen in verschiedener Höhe zugeführt wird. Durch kurzfristige, wiederkehrende Änderungen der Kohlenmonoxid-Mengenverhältnisse soll das Festsetzen der salzartigen Niederschläge verhindert werden. Der Gesamtumsatz an Methanol beträgt bis zu 97%. Der flüssige Reaktoraustrag wird entspannt und destillativ aufgearbeitet.

WO 96/26178 beschreibt ein Hochdruckverfahren, bei dem die Umsetzung in Gegenwart von 0,05 bis 0,2 Gew.-% Alkalimetallmethylat bei einem Druck von 21 bis 25 MPa erfolgt. Durch eine gute Dispersion des Kohlenmonoxids, beispielsweise durch eine Strahldüse, kann trotz der geringen Katalysatorkonzentration ein ausreichend hoher Umsatz erreicht werden. So beträgt die Konzentration an Methylformiat im Reaktoraustrag bis zu 97 Gew.-%. Der flüssige Reaktoraustrag wird entspannt und destillativ aufgearbeitet.

DE-A 2 243 811 beschreibt ein Verfahren, bei dem die Umsetzung in Gegenwart von 0,4 bis 1,5 Gew.-% Alkalimetallmethyatl in Gegenstromfahrweise bei einem Druck von 4 bis 30 MPa erfolgt und welches mehrere hintereinandergeschaltete Reaktionszonen aufweist.

5 Als bevorzugte Apparate sind insbesondere Kolonnen mit gefluteten Böden genannt. Das im Kolonnensumpf anfallende Reaktionsgemisch enthält 20 bis 70 Gew.-% Methylformiat und wird nach der Entspannung destillativ aufgearbeitet.

10 EP-A 0 617 003 beschreibt ein Verfahren, bei dem die Umsetzung in Gegenwart von 0,4 bis 1,5 Gew.-% Alkalimetallmethyatl bei einem Druck von 1 bis 30 MPa erfolgt. Zunächst werden in einer Mischzone die Reaktanden zusammengeführt und zumindest teilweise umgesetzt. Die erhaltene Reaktionslösung wird abschließend mit Kohlenmonoxid gesättigt und einer Nachreaktionszone ohne Zufuhr weiterer Edukte zugeführt. Der flüssige Reaktoraustrag wird entspannt und destillativ aufgearbeitet.

WO 01/07392 beschreibt ein Verfahren, bei dem die Umsetzung in Gegenwart von 0,05 bis 0,5 Gew.-% Alkalimetallmethyatl bei einem Kohlenmonoxiddruck von 9 bis 18 MPa erfolgt. Der flüssige Reaktoraustrag, welcher etwa 60 bis 95 Gew.-% Methylformiat enthält, wird zur Abtrennung des Methylformiats einer Destillationskolonne zugeführt. Der verbleibende katalysator- und methanolhaltige Sumpfstrom wird wieder rückgeführt, wobei einem Teilstrom davon über eine Entsalzungsvorrichtung Restkatalysator und Katalysator-Abbauprodukte entzogen werden. In den Ausführungsbeispielen wurden Raum-Zeit-Ausbeuten im Bereich von 370 bis 880 g/l·h Methylformiat erreicht.

30 Die oben genannten Verfahren haben alle den entscheidenden Nachteil eines hohen Reaktionsdruckes von bis zu 30 MPa, welcher einen hohen apparativen Aufwand, hohe Investitionskosten und hohe Energiekosten infolge der erforderlichen Kompression bedingt.

35 Weitere Nachteile ergeben sich aus den genannten einzelnen Maßnahmen. So ist beispielsweise das Rühren unter hohem Druck, wie in DE 926 785 vorgeschlagen, ein praktisch unlösbare technisches Problem. Die in DE 1 147 214 vorgeschlagenen kurzfristigen Änderungen der Kohlenmonoxid-Teilströme bedingen einen hohen Aufwand

40 zur Überwachung und Regelung und können gegebenenfalls zu instabilen Zuständen im Reaktor führen. Auch durch die genannten Maßnahmen ist bestenfalls eine Verringerung, jedoch keine Verhinderung der Bildung salzartiger Ablagerungen möglich. Die nach der Lehre von DE-A 2 243 811, EP-A 0 617 003 und WO 01/07392 erhaltenen niedrigen Konzentrationen an Methylformiat im Reaktoraustrag bedingen die Handhabung großer Mengenströme und führen zu einem hohen Energieaufwand bei der destillativen Abtrennung des

Methylformiats und somit zu einer besonders ungünstigen Energiebilanz für den Gesamtprozess.

US 4,661,624 offenbart ein zweistufiges Verfahren mit Rückführung der katalysatorhaltigen, methanolischen Lösung. Die Umsetzung erfolgt bei einem Druck von 0,48 bis 6,9 MPa (70 bis 1000 psia) und einer Konzentration an Alkalimetallmethylylat von 1 bis 8 Mol-% (entsprechend 1,7 bis 13,5 Gew.-% Natriummethylylat). In der zweiten Stufe wird in Gegenstromfahrweise weiterer Methanol zugeführt, um das restliche Kohlenmonoxid umzusetzen. Das Verfahren wird bei einem außerordentlich niedrigem Umsatz betrieben, so dass der flüssige Reaktoraustrag nur etwa 2 bis 20 Mol-% an Methylformiat enthält. Er wird zur Abtrennung des Methylformiats einer Destillationskolonne zugeführt. Der verbleibende katalytische- und methanolhaltige Sumpfstrom wird wieder rückgeführt. Die somit sehr hohe Konzentration an Methanol im Reaktionsgemisch wirkt einer Abscheidung salzartiger Ablagerungen entgegen. Nachteilig an diesem Verfahren ist jedoch der damit verbundene hohe Energieaufwand zur destillativen Abtrennung des Methylformiats und die Handhabung großer Mengenströme infolge der hohen Verdünnung, so dass sich insgesamt eine ungünstige Energiebilanz für den Gesamtprozess ergibt. Ferner sind zur Aufrechterhaltung der erforderlichen hohen Katalysatorkonzentration laufend große Mengen an Frischkatalysator zuzuführen.

US 4,216,339 lehrt ein Verfahren, bei dem die Umsetzung in Gegenwart von 0,2 bis 4 Gew.-% Alkalimetallmethylylat bei einem Druck von 2 bis 11 MPa erfolgt und bei dem das zugeführte Kohlenmonoxid über eine selbstansaugende Strahldüse, welche durch einen ausreichend hohen Kreislaufstrom betrieben wird, in das flüssige Reaktionsgemisch dispergiert wird. Entsprechend der zugeführten Menge der Edukte wird eine entsprechende Menge an Reaktionsgemisch kontinuierlich aus dem flüssigen Kreislaufstrom entnommen und nach der Entspannung destillativ aufgearbeitet. In Beispiel 2 wurde bei einem Druck von 4,4 MPa im Reaktionsgemisch eine Konzentration an Methylformiat von 51 Gew.-% erhalten. Auch bei diesem Verfahren ist der hohe Energieaufwand zur destillativen Abtrennung des Methylformiats aus dem Reaktionsgemisch infolge der hohen Verdünnung von Nachteil. Ferner ist ein großer Mengenstrom des Reaktionsgemisches kontinuierlich umzupumpen. Insgesamt ergibt sich daher eine ungünstige Energiebilanz für den Gesamtprozess.

Die DE-Patentschrift 863 046 lehrt ein kontinuierlich arbeitendes Niederdruckverfahren, bei dem Methanol und 1 bis 2 Gew.-% Natrium (entsprechend 2,3 bis 4,7 Gew.-% Natriummethylylat) in einer mit Füllkörpern bestückten Blasensäule von oben nach unten und Koh-

lenmonoxid im Gegenstrom von unten nach oben zugeführt und bei einem Druck von etwa 2,5 bis 3,0 MPa (25 bis 30 Atmosphären) umgesetzt werden. Das Reaktionsgemisch wird am Boden des Reaktors kontinuierlich entnommen und zur destillativen Aufarbeitung 5 führt. Das am Kopf des Reaktors entnommene Gas wird durch einen Kühler geleitet, in einem Abscheider von mitgeföhrtem Methylformiat befreit und zur Sicherstellung eines ausreichend hohen Begasungsstroms, vermischt mit frischem Kohlenmonoxid, dem Reaktor rückgeführt. Das aus der Gasphase im Abscheider kondensierte Methylformiat wird ebenfalls der destillativen Aufarbeitung zugeführt. Druck und Temperatur sind derart einzustellen, dass der 10 Katalysator und dessen Abbauprodukte in Lösung gehalten werden.

Ein gegenüber DE 863 046 verbessertes Verfahren ist in der DE-Patentschrift 880 588 beschrieben. Bei diesem verbesserten Niederdruckverfahren werden Methanol und 1,6 bis 2,5 Gew.-% Natrium (entsprechend 3,8 bis 5,9 Gew.-% Natriummethylat) in einer mit Füllkörpern bestückten Blasensäule mit Kohlenmonoxid im Gleichstrom von unten nach oben zugeführt und bei einem Druck von bis 20 zu 3,0 MPa (bis zu 30 Atmosphären) umgesetzt. Aus einem am Reaktorkopf befindlichem Gasdom wird flüssiges Reaktionsgemisch entnommen und über einen Umwälzpumpe wieder dem Reaktorboden zugeführt. Am oberen Ende des Gasdoms wird die gasförmige Phase entnommen, durch einen Kühler geleitet, anschließend in einem Abscheider von mitgeföhrtem Methylformiat befreit und zur Sicherstellung eines ausreichend hohen Begasungsstroms, vermischt mit frischem Kohlenmonoxid, dem Reaktor rückgeführt. Im Gegensatz zu 25 dem in DE 863 046 beschriebenen Verfahren wird das gesamte Methylformiat über die Gasphase entnommen und nach der Kondensation 30 der destillativen Aufarbeitung zugeführt.

Aus dem in DE 880 588 enthaltenen Beispiel geht hervor, dass unter Verwendung des 770 L-Reaktors (8 m Länge und 35 cm lichte Weite) bei 3,0 MPa und 85 bis 88°C im Dauerbetrieb 3,1 kg Methylformiat pro Stunde erhalten werden konnten. Dies entspricht einer Raum-Zeit-Ausbeute von lediglich 4 g/l·h Methylformiat. Die Methylformiat-Konzentration im kondensierten Rohaustrag betrug etwa 35 60 Gew.-% (38 bis 40 Gew.-% Methanol). Aus der Menge an umgewälztem Gas von 206 cm³/s, gerechnet unter Reaktionsbedingungen (entsprechend 17 m³ bei 0°C und 0,1 MPa), und dem Reaktorquerschnitt von 962 cm² ergibt sich eine Gasleerrohrgeschwindigkeit von etwa 0,21 cm/s.

Nachteilig an dem beschriebenen Verfahren ist die sehr niedrige 45 Raum-Zeit-Ausbeute von 4 g/l·h Methylformiat, welche um etwa zwei Größenordnungen unterhalb der in den Hochdruckverfahren erreichten Werte liegt, die sehr hohe Katalysatorkonzentration von 3,8

bis 5,9 Gew.-% Natriummethylat sowie der hohe Verbrauch an Katalysator. Das beschriebene Verfahren arbeitet daher sehr unwirtschaftlich.

5 Es bestand daher die Aufgabe, ein Verfahren zur Herstellung von Methylformiat durch Umsetzung von Methanol mit Kohlenmonoxid zu finden, welches die oben genannten Nachteile nicht besitzt, technisch einfach durchzuführen ist, zu keiner oder nur einer sehr geringen Abscheidung salzartiger Ablagerungen führt, niedrige Investitionskosten, einen niedrigen Energieverbrauch sowie einen geringen Verbrauch an Katalysator aufweist und eine Raum-Zeit-Ausbeute an Methylformiat von ≥ 100 g/l·h ermöglicht.

Demgemäß wurde ein Verfahren zur Herstellung von Methylformiat 15 durch Umsetzung von Methanol mit Kohlenmonoxid bei einem Druck von 0,5 bis 10 MPa abs und einer Temperatur von 50 bis 150°C in Gegenwart eines Metallalkoholats als Katalysator in einem Reaktor gefunden, bei dem man dem Reaktor einen Gasstrom entnimmt, aus diesem Gasstrom mitgeführtes Methylformiat durch Kondensation ab- 20 trennt und den verbleibenden Gasstrom vollständig oder teilweise als Kreisgasstrom zum Reaktor rückführt, das dadurch gekennzeichnet ist, dass man in mindestens einem Bereich des Reaktors, in dem das Gas im Wesentlichen in eine Richtung strömt, eine mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit von 1 bis 20 cm/s einstellt.

25 Bevorzugt stellt man beim erfindungsgemäßen Verfahren in mindestens einem Bereich des Reaktors, in dem das Gas im Wesentlichen in eine Richtung strömt, eine mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit von 1 bis 15 cm/s, besonders bevorzugt von 2 bis 10 cm/s und ganz 30 besonders bevorzugt von 5 bis 10 cm/s ein.

Unter dem Begriff Gasleerrohrgeschwindigkeit ist der Quotient aus dem Volumenstrom des in diesem Bereich strömenden Gases und der freien Querschnittsfläche des zu betrachtenden Reaktorbereichs zu 35 verstehen. Der Volumenstrom des in diesem Bereich strömenden Gases umfasst dabei den gesamten Gasstrom unter dem gegebenen Druck und der gegebenen Temperatur. Unter der freien Querschnittsfläche ist die für das fluide Reaktionsmedium zugängliche Querschnittsfläche zu verstehen. Der für das fluide Reaktionsmedium nicht 40 zugängliche Teil eventuell vorhandener Einbauten wird nicht zur freien Querschnittsfläche gerechnet. Es sei darauf hingewiesen, dass der in dem zu betrachtenden Reaktorbereich vorliegende Flüssigkeitsanteil bei der Berechnung der Gasleerrohrgeschwindigkeit definitionsgemäß nicht berücksichtigt wird.

Handelt es sich bei dem Reaktor beispielsweise um einen Blasensäulenreaktor, so erfolgt die Einleitung des Gases im Allgemeinen im unteren Teil des Reaktors, wobei die Strömungsrichtung des Gases im Reaktionsmedium aufgrund des Auftriebs im Wesentlichen 5 nach oben gerichtet ist. Der Blasensäulenreaktor enthält daher bezüglich der Strömungsrichtung des Gases in der Regel nur einen Bereich.

Handelt es sich beispielsweise um einen sogenannten Strahlschlaufenreaktor, so erfolgt die Einleitung des Gases in ein mittig im Reaktor befindliches Einstreckrohr durch eine Düse. Durch den eingebrachten Impuls werden zudem weiteres, gasförmiges und flüssiges Reaktionsmedium in das Einstreckrohr gefördert und ein reaktorinterner Kreislauf induziert. Das Reaktionsmedium strömt dabei 15 durch das Einstreckrohr, wird am Ende des Einstreckrohres durch eine sogenannte Prallplatte umgelenkt, strömt zwischen der inneren Reaktorwandung und dem Einstreckrohr in entgegengesetzte Richtung und wird letztendlich durch den durch die Düse erzeugten Impuls wieder umgelenkt und erneut in das Einstreckrohr gezogen. Der 20 Strahlschlaufenreaktor enthält somit bezüglich der Strömungsrichtung des Gases in der Regel zwei Bereiche, nämlich einen Bereich innerhalb des Einstreckrohres und einen Bereich außerhalb des Einstreckrohres, in denen das Gas in jeweils entgegengesetzter Richtung strömt, wobei beim erfindungsgemäßen Verfahren mindestens 25 einer dieser beiden Bereiche eine mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit von von 1 bis 20 cm/s aufweist.

Beim erfindungsgemäßen Verfahren wird als Katalysator ein Metallalkoholat oder Gemische verschiedener Metallalkoholate eingesetzt. 30

Im Allgemeinen führt man die Umsetzung bei einer Konzentration an eingesetztem Katalysator von 0,01 bis 2 Mol/kg flüssiges Reaktionsgemisch, bevorzugt 0,02 bis 1,5 Mol/kg flüssiges Reaktionsgemisch und besonders bevorzugt 0,8 bis 1,2 Mol/kg flüssiges Reaktionsgemisch durch. Unter der "Konzentration an eingesetztem Katalysator" ist die Summe der Konzentrationen an Metallalkoholat und dessen Folgeprodukten, wie insbesondere dem in einer unerwünschten Nebenreaktion gebildeten Metallformiat, zu verstehen. 35

Als geeignete Metallkationen der Metallalkoholate seien die Kationen der Metalle der 1. bis 15. Gruppe des Periodensystems genannt. Geeignete Metalle sind beispielsweise Alkalimetalle, Erdalkalimetalle oder Aluminium. Bevorzugt sind die Alkalimetalle 40 und Erdalkalimetalle und besonders bevorzugt die Alkalimetalle. 45

Als ganz besonders bevorzugte Metalle seien Natrium und Kalium, insbesondere Kalium genannt.

Als geeignete Alkoholatationen seien Alkoholatationen mit 1 bis 5 12 Kohlenstoffatomen, bevorzugt unverzweigte oder verzweigte C₁- bis C₁₂-Alkanolatationen, wie beispielsweise Methanolat, Ethanolat, 1-Propanolat, 2-Propanolat, 1-Butanolat, 2-Butanolat, 2-Methyl-1-propanolat, 2-Methyl-2-propanolat, 1-Pentanolat, Isoamylat, 1-Hexanolat, 1-Heptanolat, 1-Octanolat, 1-Nonanolat und 10 1-Decanolat genannt. Als besonders bevorzugtes Alkoholat sei Methanolat genannt.

Beim erfindungsgemäßen Verfahren wird als Katalysator bevorzugt Natriummethanolat und Kaliummethanolat, insbesondere Kaliummethanolat eingesetzt.

Die Umsetzung von Methanol mit Kohlenmonoxid in Gegenwart des Metallalkoholats als Katalysator erfolgt beim erfindungsgemäßen Verfahren bevorzugt bei einer Temperatur von 50 bis 110°C, besonders 20 bevorzugt von 60 bis 100°C und ganz besonders bevorzugt von 60 bis 85°C. Reaktionstemperaturen von 60 bis 85°C führen überraschenderweise zu einem, gegenüber Reaktionstemperaturen oberhalb von 85°C erhöhtem Kohlenmonoxid-Umsatz bei gleicher Verweilzeit. Die Umsetzung erfolgt bevorzugt bei einem Druck von 0,5 bis 6 MPa abs, 25 besonders bevorzugt von 1 bis 5 MPa abs und ganz besonders bevorzugt von 2 bis 4 MPa abs.

Das molare Verhältnis von der Gesamtmenge des dem Reaktor zugeführten Methanols und der Menge an frisch zugeführtem Kohlenmonoxid beträgt beim erfindungsgemäßen Verfahren im Allgemeinen 1 30 bis 5. Bevorzugt beträgt das genannte molare Verhältnis 1 bis 4 und ganz besonders bevorzugt 1,4 bis 3,3.

Das dem Reaktor zugeführte Methanol setzt sich zusammen aus dem 35 frisch zugeführten Methanol und dem gegebenenfalls rückgeföhrten Methanol.

Es sei darauf hingewiesen, dass dem oben genannten molaren Verhältnis die Menge an frisch zugeführtem Kohlenmonoxid zu Grunde 40 liegt. Da beim erfindungsgemäßen Verfahren zusätzlich zur Zufuhr an frischem Kohlenmonoxid auch ein Kohlenmonoxid enthaltender Kreisgasstrom zum Reaktor rückgeführt wird, ist das im Reaktor tatsächlich vorliegende molare Methanol/Kohlenmonoxid-Verhältnis niedriger als das oben genannte molare Verhältnis und liegt je 45 nach der Menge an rückgeföhrtem Kohlenmonoxid im Allgemeinen im Bereich von 0,06 bis 0,2.

Als Reaktoren können beim erfindungsgemäßen Verfahren prinzipiell alle Reaktoren eingesetzt werden, welche für Gas-/Flüssigkeitsreaktionen geeignet sind und in mindestens einem Bereich des Reaktors, in dem das Gas im Wesentlichen in eine Richtung strömt, eine mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit von 1 bis 20 cm/s erreicht werden kann. Unter einem Reaktor sei im Rahmen der verwendeten Terminologie auch eine Hintereinanderschaltung mehrerer einzelner Apparate zu verstehen. Als geeignete Apparate seien der Blasensäulenreaktor und der Schlaufenreaktor genannt. Bevorzugt sind der Blasensäulenreaktor und der Strahlschlaufenreaktor. Die Reaktoren können gegebenenfalls mit diversen Einbauten wie beispielsweise Füllkörpern, statischen Mischern oder Wärmetauschern ausgestattet sein.

Die Zufuhr des Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms und des Kohlenmonoxid enthaltenden Gasstroms kann, abhängig von der Art des eingesetzten Reaktors, auf unterschiedliche Art und Weise erfolgen. Beim Einsatz eines Blasensäulenreaktors wird der Gasstrom im Allgemeinen im unteren Bereich des Reaktors unter Einsatz der üblichen Begasungsvorrichtungen zugegeben. Die Zugabe des Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms kann beispielsweise im oberen Bereich (Gegenstromfahrweise) oder im unteren Bereich (Gleichstromfahrweise) erfolgen. Beim Einsatz eines Strahlschlaufenreaktors erfolgt die Zufuhr des Gasstroms im Allgemeinen im oberen Bereich des Reaktors, mit nach unten gerichteter Impulsrichtung, oder im unteren Bereich des Reaktors, mit nach oben gerichteter Impulsrichtung. Die Zugabe des Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms kann dabei an einer oder verschiedenen Stellen am Reaktor erfolgen.

Beim Einsatz einer Blasensäule betreibt man diese in Bezug auf die Zufuhr des Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms und des Kohlenmonoxid enthaltenden Gasstroms bevorzugt unter Gleichstromfahrweise. Der Kohlenmonoxid enthaltende Gasstrom und der Methanol enthaltende Gasstrom werden somit im unteren Bereich der Blasensäule zugegeben.

Im Allgemeinen wird am Kopf des Reaktors kontinuierlich ein Gasstrom entnommen. Dieser enthält im Allgemeinen Methylformiat, nicht-umgesetztes Methanol sowie nicht-umgesetztes Kohlenmonoxid. Das mitgeführte Methylformiat wird durch Kondensation aus diesem Gasstrom abgetrennt und der verbleibende Gasstrom vollständig oder teilweise als Kreisgasstrom zum Reaktor rückgeführt. In einer bevorzugten Ausführungsform wird der aus dem entnommenen Gasstrom auskondensierte Flüssigkeitsstrom, welcher im Allgemeinen Methylformiat und nicht-umgesetztes Methanol enthält, destillativ

getrennt und das erhaltene Methanol ebenfalls zum Reaktor rückgeführt.

Abbildung 1 zeigt ein vereinfachtes Verfahrensfließbild einer bevorzugten Ausführungsform zur Herstellung von Methylformiat unter Einsatz eines Blasensäulenreaktors unter Rückführung des Kohlenmonoxid enthaltenden Kreisgasstroms und unter Rückführung eines Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms. Frisch zugeführtes Kohlenmonoxid (I) wird über Leitung (3) mit dem rückgeföhrten Kreisgasstrom vermischt und über einen Kompressor (A) dem Blasensäulenreaktor (B) zugeführt. Dieser wird zudem über Leitung (7) und dem Kompressor (G) mit frisch zugeführtem Methanol (III), mit frisch zugeführtem Katalysator (II) sowie mit rückgeföhrtem Methanol versorgt. Im Allgemeinen enthält der Reaktor eine Vorrichtung zur Ausschleusung von Katalysator enthaltendem Reaktionsgemisch (VI). Am Kopf des Reaktors wird über Leitung (1) ein gasförmiger Strom entnommen und in einem Wärmetauscher (C) mitgeführtes Methylformiat sowie mitgeführtes Methanol auskondensiert. Der verbleibende Gasstrom wird über Leitung (2) und (3) zum Reaktor rückgefördert, wobei im Allgemeinen eine Vorrichtung zum Ausschleusen von Abgas (V) vorhanden ist. Die im Wärmetauscher (C) auskondensierte Flüssigkeit wird über Leitung (4) einem Kondensatbehälter (D) zugeführt und aus diesem über Leitung (5) in eine Destillationskolonne (E) geleitet. Der als Sumpfprodukt angefallene, Methanol enthaltende Flüssigkeitsstrom wird über Leitung (6) und dem Kompressor (F) wieder zum Reaktor (B) rückgefördert. Als Kopfprodukt der Destillationskolonne wird Methylformiat (IV) als Produkt erhalten.

Es sei vermerkt, dass bei dem in Abbildung 1 dargestellten Verfahren anstelle des Blasensäulenreaktors auch andere Apparate, wie beispielsweise ein Schlaufenreaktor, eingesetzt werden können.

Um Rückvermischung zu vermindern ist es im Allgemeinen von Vorteil, die Umsetzung in einem kaskadierten Reaktor durchzuführen. Unter einem kaskadierten Reaktor ist im Rahmen der obigen Reaktor-Definition auch eine Hintereinanderschaltung mehrerer einzelner Apparate, welche jeweils unabhängig voneinander kaskadiert oder nicht-kaskadiert sein können, zu verstehen.

So ist es beispielsweise möglich mehrere einzelne Apparate, wie beispielsweise Blasensäulen oder Schlaufenreaktoren hintereinanderschalten, wobei eine Hintereinanderschaltung auch verschiedene Apparatetypen enthalten kann.

Als Beispiel eines mehrfach kaskadierten Apparats sei die kaskadierte Blasensäule genannt. Diese ist im Allgemeinen durch Siebböden kaskadiert.

- 5 Besonders bevorzugt setzt man beim erfindungsgemäßen Verfahren einen kaskadierten Reaktor ein, bei dem man die oberste Zone bei einer Temperatur von 80 bis 150°C und bevorzugt von 80 bis 120°C, betreibt. Der genannte Temperaturbereich ermöglicht eine besonders vorteilhafte Verdampfungsrate des gebildeten Methylformiats.
- 10 Um in der oder den vorhergehenden Zone(n) einen besonders hohen Kohlenmonoxid-Umsatz zu erreichen, werden/wird diese bevorzugt bei einer Reaktionstemperatur von 60 bis 85°C betrieben. Da die Verdampfung in der obersten Zone Verdampfungsenergie erfordert, ist es von besonderem Vorteil, diese Energie durch eine zusätzliche Erwärmung des Reaktionsgemisches einzubringen. Besonders bevorzugt entnimmt man hierzu aus einer vorhergehenden Zone Reaktionsgemisch, leitet dieses über einen Wärmetauscher und anschließend in die oberste Zone.
- 15
- 20 Das im letzten Absatz genannte, besonders bevorzugte Verfahren hat den besonderen Vorteil der Verdampfung des gebildeten Methylformiats bei einer Temperatur, welche eine besonders vorteilhafte Verdampfungsrate sicherstellt, bei gleichzeitiger Durchführung der Umsetzung von Methanol mit Kohlenmonoxid in Gegenwart eines Metallalkoholats als Katalysator bei einer Temperatur, welche einen besonders hohen Kohlenmonoxid-Umsatz ermöglicht.
- 25

Abbildung 2 zeigt eine besonders bevorzugte Ausführungsform eines kaskadierten Reaktors am Beispiel einer Blasensäule, bei der im unteren Bereich über die Leitung (1) Reaktionsgemisch entnommen, in einem einem Wärmetauscher (D) erhitzt und über Leitung (2) der oberen Zone zugeführt wird. Diese ist von der vorhergehenden Zone bevorzugt durch einen Siebboden (B) mit Ablaufschacht (C) getrennt. Der Siebboden ermöglicht das Durchtreten des aus der vorhergehenden Zone strömenden Gases, so dass dieses in fein verteilter Form durch das Reaktionsgemisch in der obersten Zone perlt und somit den Strippeffekt fördert. Über Leitung (3) wird der Kohlenmonoxid, Methylformiat und Methanol enthaltende Gasstrom entnommen. Die in der obersten Zone befindliche Flüssigkeit, welche nicht verdampft, läuft über den Ablaufschacht wieder zurück in die vorhergehende Zone.

Eine analoge Konstruktion wie in Abbildung 2 dargestellt ist prinzipiell auch beim Einsatz anderer Apparate, wie beispielsweise einem Schlaufenreaktor möglich.

Ganz besonders bevorzugt ist ein Verfahren, bei dem man den aus dem Reaktor entnommenen Gasstrom in einer Verstärkungskolonne in einen Methylformiat enthaltenden Sumpfstrom und einem Kohlenmonoxid und Methylformiat enthaltenden Kopfstrom trennt, aus dem 5 Kopfstrom mitgeführtes Methylformiat durch Kondensation abtrennt und den verbleibenden Gasstrom vollständig oder teilweise als Kreisgasstrom zum Reaktor rückführt.

Abbildung 3 zeigt ein vereinfachtes Verfahrensfließbild einer bevorzugten Ausführungsform zur Herstellung von Methylformiat unter Einsatz einer Verstärkungskolonne unter Rückführung des Kohlenmonoxid enthaltenden Kreisgasstroms und unter Rückführung eines Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms. Frisch zugeführtes Kohlenmonoxid (I) wird mit dem rückgeführten Kreisgasstrom aus Leitung (3) vermischt und über einen Kompressor (A) dem Blasensäulenreaktor (B) zugeführt. Dieser wird zudem über Leitung (7) und dem Kompressor (G) mit frisch zugeführtem Methanol (III), mit frisch zugeführtem Katalysator (II) sowie mit rückgeführtem Methanol versorgt. Im Allgemeinen enthält der Reaktor eine Vorrichtung zur Ausschleusung von Katalysator enthaltendem Reaktionsgemisch (VI). Am Kopf des Reaktors befindet sich eine Verstärkungskolonne (H), welche den vom Reaktor stammenden Gasstrom in einen Methylformiat enthaltenden Sumpfstrom und einem Kohlenmonoxid und Methylformiat enthaltenden Kopfstrom trennt. Der Sumpfstrom der Verstärkungskolonne (H) wird über Leitung (9) in eine Destillationskolonne (E) geleitet. Der als Sumpfprodukt der Kolonne (E) angesetzte, Methanol enthaltende Flüssigkeitsstrom wird über Leitung (6) und dem Kompressor (F) wieder zum Reaktor (B) rückgeführt. Als Kopfprodukt der Destillationskolonne wird Methylformiat (IV) als Produkt erhalten. Das Kopfprodukt der Verstärkungskolonne (H) wird über Leitung (1) in einen Wärmetauscher (C) geleitet, in dem mitgeführtes Methylformiat sowie mitgeführtes Methanol auskondensiert werden. Der verbleibende Gasstrom wird über Leitung (2) und (3) zum Reaktor rückgeführt, wobei im Allgemeinen eine Vorrichtung zum Ausschleusen von Abgas (V) vorhanden ist. Die im Wärmetauscher (C) auskondensierte Flüssigkeit wird über Leitung (4) einem Kondensatbehälter (D) zugeführt und aus diesem über Leitung (5) Methylformiat (IV) als Produkt erhalten. Über Leitung (8) wird ein Teil der auskondensierte Flüssigkeit der Verstärkungskolonne (H) als Rücklauf zugeführt.

Es sei vermerkt, dass bei dem in Abbildung 3 dargestellten Verfahren anstelle des Blasensäulenreaktors auch andere Apparate, wie beispielsweise ein Schlaufenreaktor, eingesetzt werden können. Ferner kann bei dieser Variante sowohl ein nicht-kaskadierter als auch ein kaskadierter Reaktor eingesetzt werden.

Das im letzten Absatz genannte, ganz besonders bevorzugte Verfahren hat den besonderen Vorteil, dass über die eingesetzte Verstärkungskolonne bereits eine Teil des Methylformiats in hoher Reinheit gewonnen werden kann, so dass hierfür in der Regel keine weitere destillative Aufarbeitung erforderlich ist. Dadurch wird der Methylformiat enthaltende Strom, welcher als Sumpfprodukt aus der Verstärkungskolonne gewonnen wird und einer weiteren destillativen Reinigung bedarf, in der Menge deutlich reduziert, so dass die dafür erforderliche Destillationskolonne in der Regel kleiner ausgelegt werden kann. Diese Maßnahmen führen zu einer Vereinfachung der Produktionsanlage und im laufenden Betrieb vor allem auch zu einer signifikanten Einsparung von Energiekosten. Durch das genannte Verfahren ist es im Vergleich zu einem Verfahren ohne Einsatz der genannten Verstärkungskolonne im Allgemeinen möglich, die Energiekosten auf etwa die Hälfte zu reduzieren.

Das erfindungsgemäße Verfahren zur Herstellung von Methylformiat ist technisch einfach durchzuführen, führt zu keiner oder nur einer sehr geringen Abscheidung salzartiger Ablagerungen, bedarf insbesondere aufgrund des niedrigen Drucks gegenüber den bekannten Verfahren nur eines geringen apparativen Aufwands, weist einen niedrigen Energieverbrauch und einen niedrigen Verbrauch an Katalysator auf und ermöglicht eine Raum-Zeit-Ausbeute an Methylformiat von ≥ 100 g/l·h. Die genannten Vorteile werden insbesondere durch die hohe Gasleerrohrgeschwindigkeit und die Entnahme von gasförmigem Methylformiat aus dem Reaktor erreicht.

Beispiele

30 Beispiel 1

In Beispiel 1 wurde eine Versuchsanlage wie in Abbildung 1 dargestellt eingesetzt. Als Reaktor wurde eine Blasensäule mit einem inneren Durchmesser von 55 mm und einer Gesamthöhe von 1000 mm eingesetzt.

Zum Anfahren der Anlage wurden Methanol (1,75 kg/h), Kohlenmonoxid (1 kg/h) und Katalysatorlösung (30 Gew.-%ige Lösung von Kaliummethyatl in Methanol in einer Menge, welche eine Katalysatorkonzentration von 1 Mol/kg flüssiges Reaktionsgemisch sicherstellt) zugefahren, auf 75°C erhitzt und der Kreisgasstrom in Betrieb genommen. Der Kreisgasstrom wurde dabei derart angepasst, dass der Füllstand in der Blasensäule etwa 800 mm betrug. Das begaste Volumen betrug somit 1,9 L. Nach Erreichen von 3,0 MPa abs 45 wurde über die Regelung des Abgasventils der genannte Druck konstant gehalten.

14

Während des kontinuierlichen Betriebs wurden weiterhin 1,75 kg/h Methanol, 1 kg/h Kohlenmonoxid und die für die Konstanthaltung der Katalysatorkonzentration erforderliche Menge an 30 Gew.-%-iger Lösung von Kaliummethylylat in Methanol zugeführt.

5 Der Katalysatorverbrauch lag bei etwa 1 g Kaliummethylylat pro kg gebildeten Methylformiat. Das Kreisgasverhältnis betrug 15 kg Kreisgas pro kg zugeführtes Frischgas (das sind 15 kg Kreisgas pro Stunde). Die mittlere Molmasse des Kreisgases lag bei ca. 28 g/Mol. Die Reaktionstemperatur betrug 75°C (gemessen am 10 oberen Ende des Flüssigkeitsspiegels), der Reaktionsdruck 30 MPa abs. Das erhaltene Kondensat wies einen Methylformiat-Gehalt von etwa 65 Gew.-% auf.

In der gesamten Blasensäule strömte das Gas im Wesentlichen in 15 eine Richtung, nämlich von unten nach oben. Die für die Berechnung der mittleren Gasleerrohrgeschwindigkeit heranzuziehende Querschnittsfläche errechnet sich zu $(5,5 \text{ cm}/2)^2 \cdot \pi = 23,8 \text{ cm}^2$. Der Gesamtstrom des in diesem Bereich durchströmenden Gases errechnet sich aus dem Kreisgasstrom und dem Gasstrom an frisch zu- 20 geführtem Kohlenmonoxid, wobei aufgrund des Verbrauchs an Kohlenmonoxid der frisch zugeführte Kohlenmonoxid-Strom nur hälftig errechnet wurde. Somit lag der Gesamtstrom des durchströmenden Gases bei 15,5 kg/h, wobei die mittlere Molmasse ca. 28 g/Mol, der Druck 3,0 MPa abs und die Temperatur 75°C betrug. Der Volumenstrom 25 des durchströmenden Gases errechnet sich daraus zu 148 cm³/s. Die mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit betrug 6,2 cm/s.

Es wurde eine Raum-Zeit-Ausbeute von etwa 200 g Methylformiat pro Liter begastes Volumen und Stunde erhalten.

30 Beispiel 1 zeigt, dass durch das erfindungsgemäße Verfahren bei einem relativ niedrigen Druck von 3,0 MPa abs und einer relativ niedrigen Reaktionstemperatur von 75°C eine hohe Raum-Zeit-Ausbeute von etwa 200 g Methylformiat pro Liter begastes Volumen und 35 Stunde erhalten werden kann. Der Katalysator-Verbrauch liegt mit etwa 1 g Kaliummethylylat pro kg gebildeten Methylformiat ebenfalls sehr niedrig. Durch den relativ niedrigen Druck von 3,0 MPa abs und der Entnahme von gasförmigen Methylformiat aus dem Reaktor bedarf das Verfahren nur eines einfachen technischen und appara- 40 tiven Aufwands.

Patentansprüche

1. Verfahren zur Herstellung von Methylformiat durch Umsetzung von Methanol mit Kohlenmonoxid bei einem Druck von 0,5 bis 5 10 MPa abs und einer Temperatur von 50 bis 150°C in Gegenwart eines Metallalkoholats als Katalysator in einem Reaktor, bei dem man dem Reaktor einen Gasstrom entnimmt, aus diesem Gasstrom mitgeführtes Methylformiat durch Kondensation abtrennt 10 und den verbleibenden Gasstrom vollständig oder teilweise als Kreisgasstrom zum Reaktor rückführt, dadurch gekennzeichnet, dass man in mindestens einem Bereich des Reaktors, in dem das Gas im Wesentlichen in eine Richtung strömt, eine mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit von 1 bis 20 cm/s einstellt.
- 15 2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass man in mindestens einem Bereich des Reaktors, in dem das Gas im Wesentlichen in eine Richtung strömt, eine mittlere Gasleerrohrgeschwindigkeit von 2 bis 10 cm/s einstellt.
- 20 3. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 2, dadurch gekennzeichnet, dass man die Umsetzung bei einer Konzentration an eingesetztem Katalysator von 0,01 bis 2 Mol/kg flüssiges Reaktionsgemisch durchführt.
- 25 4. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 3, dadurch gekennzeichnet, dass man als Metallalkoholat Kaliummethanolat einsetzt.
5. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 4, dadurch gekennzeichnet, dass man die Umsetzung bei einer Temperatur von 60 bis 30 85°C durchführt.
- 35 6. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 5, dadurch gekennzeichnet, dass man die Umsetzung bei einem Druck von 2 bis 4 MPa abs durchführt.
7. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 6, dadurch gekennzeichnet, dass man ein molares Verhältnis von der Gesamtmenge des 40 dem Reaktor zugeführten Methanols und der Menge an frisch zugeführtem Kohlenmonoxid von 1,4 bis 3,3 einstellt.

16

8. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 7, dadurch gekennzeichnet, dass man eine Blasensäule einsetzt und diese in Bezug auf die Zufuhr des Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms und des Kohlenmonoxid enthaltenden Gasstroms unter Gleichstromfahrweise betreibt.

5

9. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 8, dadurch gekennzeichnet, dass man die Umsetzung in einem kaskadierten Reaktor durchführt.

10

10. Verfahren nach Anspruch 9, dadurch gekennzeichnet, dass man die oberste Zone des kaskadierten Reaktors bei einer Temperatur von 80 bis 150°C betreibt.

15 11. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, dass man den aus dem Reaktor entnommenen Gasstrom in einer Verstärkungskolonne in einen Methylformiat enthaltenden Sumpfstrom und einem Kohlenmonoxid und Methylformiat enthaltenden Kopfstrom trennt, aus dem Kopfstrom mitgeführtes Methylformiat durch Kondensation abtrennt und den verbleibenden Gasstrom vollständig oder teilweise als Kreisgasstrom zum Reaktor rückführt.

20

25

30

35

40

45

FIG.1

Vereinfachtes Verfahrensfließbild zur Herstellung von Methylformiat unter Einsatz eines Blasensäulenreaktors unter Rückführung des Kohlenmonoxid enthaltenden Kreisgasstroms und unter Rückführung eines Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms.

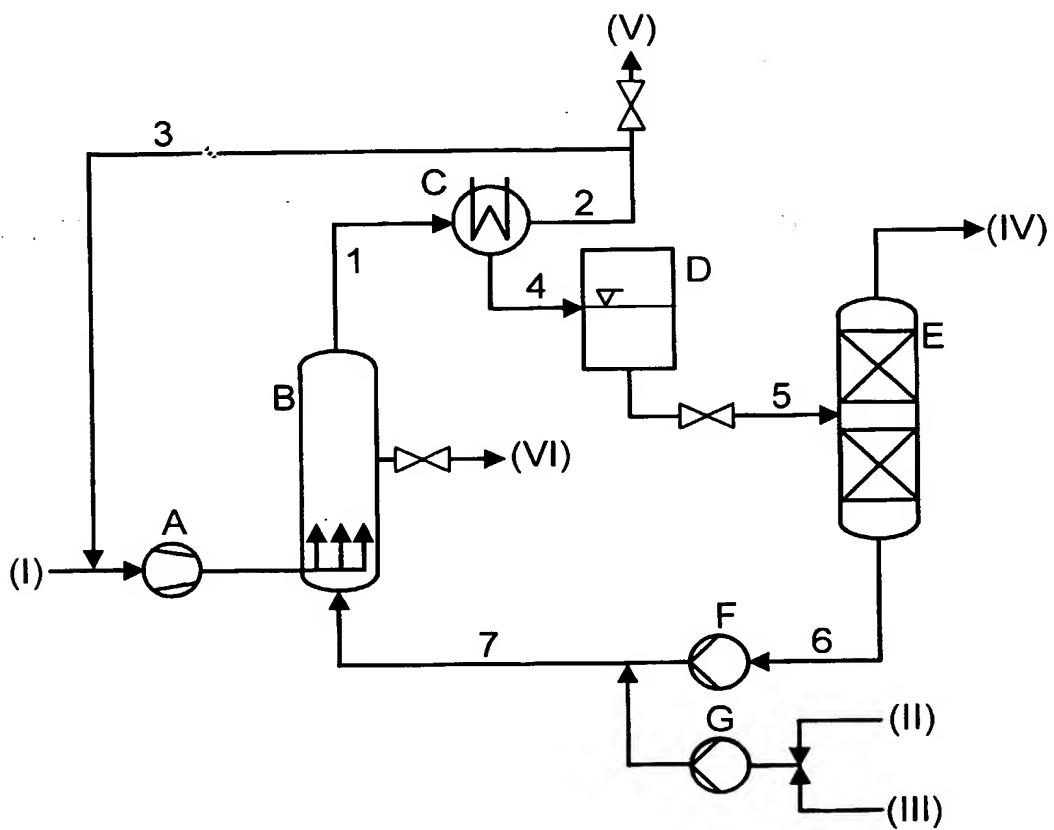


FIG.2

Kaskadierter Reaktor am Beispiel einer Blasensäule.

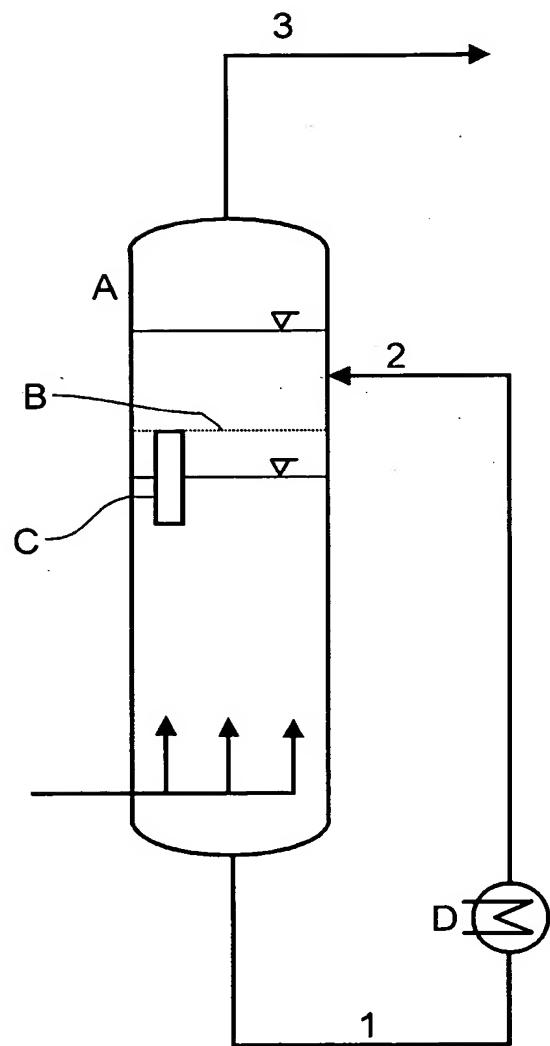
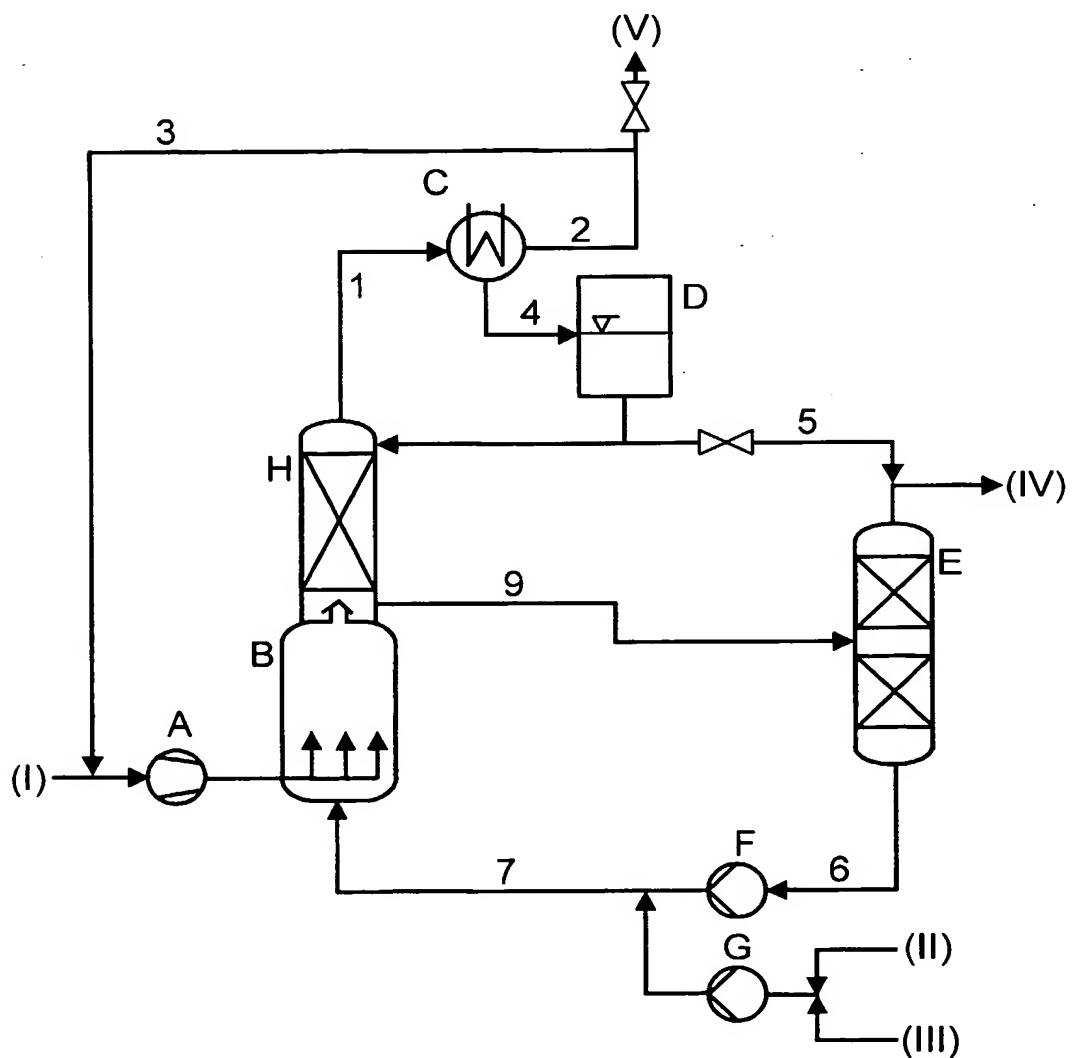


FIG.3

3/3

Vereinfachtes Verfahrensfließbild einer bevorzugten Ausführungsform zur Herstellung von Methylformiat unter Einsatz einer Verstärkungskolonne unter Rückführung des Kohlenmonoxid enthaltenden Kreisgasstroms und unter Rückführung eines Methanol enthaltenden Flüssigkeitsstroms.



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International	Application No
PCT/EP 03/03902	

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER
 IPC 7 C07C67/36 C07C69/06

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)
 IPC 7 C07C

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practical, search terms used)

EPO-Internal, PAJ, WPI Data

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	DE 880 588 C (DEGUSSA) 22 June 1953 (1953-06-22) cited in the application figures 1,2; examples 1,2 ---	1-10
X	DE 863 046 C (DEGUSSA) 15 January 1953 (1953-01-15) cited in the application figure 1; example 1 ---	1-10
A	P. ZEHNER, M. KRAUSE: "Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Sixth Edition 1999 Electronic Release : Chapter "Bubble Columns" 1999, WILEY-VCH, WEINHEIM, GERMANY XP002248747 Kapitel 2.3 bis 2.6 sowie die Abbildungen 7 und 11 ---	1 -/-

Further documents are listed in the continuation of box C.

Patent family members are listed in annex.

* Special categories of cited documents:

- *A* document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance
- *E* earlier document but published on or after the international filing date
- *L* document which may throw doubts on priority, claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)
- *O* document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means
- *P* document published prior to the International filing date but later than the priority date claimed

- *T* later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
- *X* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
- *Y* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art.
- *&* document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

23 July 2003

Date of mailing of the International search report

05/08/2003

Name and mailing address of the ISA

European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2
NL - 2280 HV Rijswijk
Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl.
Fax: (+31-70) 340-3016

Authorized officer

Kardinal, S

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No
PCT/EP 03/03902

C.(Continuation) DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	DE 11 47 214 B (BASF AG) 18 April 1963 (1963-04-18) example 1 ---	1
A	EP 0 251 112 A (BASF AG) 7 January 1988 (1988-01-07) page 3, line 41 - line 42 -----	1

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

In relation on patent family members

International application No
PCT/EP 03/03902

Patent document cited in search report		Publication date		Patent family member(s)		Publication date
DE 880588	C	22-06-1953	NONE			
DE 863046	C	15-01-1953	NONE			
DE 1147214	B	18-04-1963	NONE			
EP 0251112	A	07-01-1988	DE EP	3621362 A1 0251112 A2		28-01-1988 07-01-1988

INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Internationalen Patentzeichen

PCT/EP 03/03902

A. KLASIFIZIERUNG DES ANMELDUNGSGEGENSTANDES
IPK 7 C07C67/36 C07C69/06

Nach der Internationalen Patentklassifikation (IPK) oder nach der nationalen Klassifikation und der IPK

B. RECHERCHIERTE GEBiete

Recherchierte Mindestprüfstoff (Klassifikationssystem und Klassifikationssymbole)
IPK 7 C07C

Recherchierte aber nicht zum Mindestprüfstoff gehörende Veröffentlichungen, soweit diese unter die recherchierten Gebiete fallen

Während der Internationalen Recherche konsultierte elektronische Datenbank (Name der Datenbank und evtl. verwendete Suchbegriffe)

EPO-Internal, PAJ, WPI Data

C. ALS WESENTLICH ANGESEHENE UNTERLAGEN

Kategorie*	Bezeichnung der Veröffentlichung, soweit erforderlich unter Angabe der in Betracht kommenden Teile	Betr. Anspruch Nr.
X	DE 880 588 C (DEGUSSA) 22. Juni 1953 (1953-06-22) in der Anmeldung erwähnt Abbildungen 1,2; Beispiele 1,2 ---	1-10
X	DE 863 046 C (DEGUSSA) 15. Januar 1953 (1953-01-15) in der Anmeldung erwähnt Abbildung 1; Beispiel 1 ---	1-10
A	P. ZEHNER, M. KRAUSE: "Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Sixth Edition 1999 Electronic Release : Chapter "Bubble Columns"" 1999, WILEY-VCH, WEINHEIM, GERMANY XP002248747 Kapitel 2.3 bis 2.6 sowie die Abbildungen 7 und 11 ---	1 -/-

Weitere Veröffentlichungen sind der Fortsetzung von Feld C zu entnehmen

Siehe Anhang Patentfamilie

- * Besondere Kategorien von angegebenen Veröffentlichungen :
- *'A' Veröffentlichung, die den allgemeinen Stand der Technik definiert, aber nicht als besonders bedeutsam anzusehen ist
- *'E' älteres Dokument, das jedoch erst am oder nach dem Internationalen Anmeldedatum veröffentlicht worden ist
- *'L' Veröffentlichung, die geeignet ist, einen Prioritätsanspruch zweifelhaft erscheinen zu lassen, oder durch die das Veröffentlichungsdatum einer anderen im Recherchenbericht genannten Veröffentlichung belegt werden soll oder die aus einem anderen besonderen Grund angegeben ist (wie ausgeführt)
- *'O' Veröffentlichung, die sich auf eine mündliche Offenbarung, eine Benutzung, eine Ausstellung oder andere Maßnahmen bezieht
- *'P' Veröffentlichung, die vor dem Internationalen Anmeldedatum, aber nach dem beanspruchten Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist

- *'T' Spätere Veröffentlichung, die nach dem Internationalen Anmeldedatum oder dem Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist und mit der Anmeldung nicht kollidiert, sondern nur zum Verständnis des der Erfindung zugrundeliegenden Prinzips oder der ihr zugrundeliegenden Theorie angegeben ist
- *'X' Veröffentlichung von besonderer Bedeutung, die beanspruchte Erfindung kann allein aufgrund dieser Veröffentlichung nicht als neu oder auf erforderlicher Tätigkeit beruhend betrachtet werden
- *'Y' Veröffentlichung von besonderer Bedeutung, die beanspruchte Erfindung kann nicht als auf erforderlicher Tätigkeit beruhend betrachtet werden, wenn die Veröffentlichung mit einer oder mehreren anderen Veröffentlichungen dieser Kategorie in Verbindung gebracht wird und diese Verbindung für einen Fachmann naheliegend ist
- *&* Veröffentlichung, die Mitglied derselben Patentfamilie ist

Datum des Abschlusses der internationalen Recherche

Absendedatum des internationalen Recherchenberichts

23. Juli 2003

05/08/2003

Name und Postanschrift der Internationalen Recherchenbehörde
Europäisches Patentamt, P.B. 5818 Patentlaan 2
NL - 2280 HV Rijswijk
Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl,
Fax (+31-70) 340-3016

Bevollmächtigter Bediensteter

Kardinal, S

INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Internatio Aktenzeichen
PCT/EP 03/03902

C.(Fortsetzung) ALS WESENTLICH ANGESEHENE UNTERLAGEN

Kategorie*	Bezeichnung der Veröffentlichung, soweit erforderlich unter Angabe der in Betracht kommenden Teile	Betr. Anspruch Nr.
A	DE 11 47 214 B (BASF AG) 18. April 1963 (1963-04-18) Beispiel 1 ----	1
A	EP 0 251 112 A (BASF AG) 7. Januar 1988 (1988-01-07) Seite 3, Zeile 41 - Zeile 42 ----	1

INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Angaben zu Veröffentlichungen, die zur selben Patentfamilie gehören

Internationales Patent- und Markenzeichen

PCT/EP 03/03902

Im Recherchenbericht angeführtes Patentdokument		Datum der Veröffentlichung		Mitglied(er) der Patentfamilie		Datum der Veröffentlichung
DE 880588	C	22-06-1953		KEINE		
DE 863046	C	15-01-1953		KEINE		
DE 1147214	B	18-04-1963		KEINE		
EP 0251112	A	07-01-1988	DE EP	3621362 A1 0251112 A2	28-01-1988 07-01-1988	